

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



# [12] 发明专利申请公开说明书

[21] 申请号 200380107437.5

[51] Int. Cl.

C22B 1/10 (2006.01)

C22B 15/00 (2006.01)

B01J 8/18 (2006.01)

F27B 15/02 (2006.01)

[43] 公开日 2006 年 2 月 8 日

[11] 公开号 CN 1732276A

[22] 申请日 2003.12.10

[21] 申请号 200380107437.5

[30] 优先权

[32] 2002.12.23 [33] DE [31] 10260735.4

[86] 国际申请 PCT/EP2003/013984 2003.12.10

[87] 国际公布 WO2004/057041 英 2004.7.8

[85] 进入国家阶段日期 2005.6.23

[71] 申请人 奥托昆普技术公司

地址 芬兰埃斯波

[72] 发明人 M·斯特罗德

N·阿纳斯塔司耶维柯 M·伦克尔

[74] 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专利商  
标事务所

代理人 龙传红

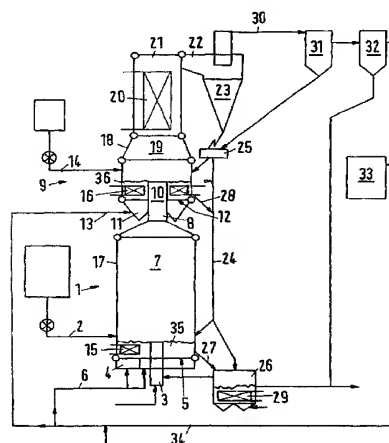
权利要求书 3 页 说明书 13 页 附图 1 页

## [54] 发明名称

用环形流化床热处理硫化物矿石的方法和装置

## [57] 摘要

本发明涉及一种热处理硫化物矿石的方法和装置，其中在流化床反应器(1)中将固体加热到约 450-1500℃ 的温度。为了改善能量利用，建议将第一气体或气体混合物从下部通过供气管(3)导入反应器(1)的混合室(7)，所述供气管(3)至少部分被通过供应流化气流化的固定环形流化床(35)所环绕。调节第一气体或气体混合物和用于环形流化床(35)的流化气的气体速度，使供气管(3)中的颗粒弗鲁德数是 1-100，环形流化床(35)中的颗粒弗鲁德数是 0.02-2，混合室(7)中的颗粒弗鲁德数是 0.3-30。



1、一种尤其热处理硫化物矿石的方法，其中在流化床反应器(1)中在 450℃ 至约 1500℃ 的温度下处理固体，其特征在于第一气体或气体混合物从下部通过优选中心供气管(3)导入反应器(1)的混合室(7)，所述供气管(3)至少部分被通过供应流化气流化的固定环形流化床(35)所环绕，其中调节第一气体或气体混合物和用于环形流化床(35)的流化气的气体速度，使供气管(3)中的颗粒弗鲁德数是 1-100，环形流化床(35)中的颗粒弗鲁德数是 0.02-2，混合室(7)中的颗粒弗鲁德数是 0.3-30。

2、权利要求 1 的方法，其特征在于在反应器(1)下游提供第二反应器(9)，将来自第一反应器(1)的负载固体的气体混合物从下部通过优选中心供气管(10)导入其中的混合室(19)，所述供气管(10)至少部分被通过供应流化气流化的固定环形流化床(36)所环绕。

3、权利要求 1 或 2 的方法，其特征在于供气管(3, 10)中的颗粒弗鲁德数是 1.15-20，特别是 3.95-11.6。

4、前述权利要求任一项的方法，其特征在于环形流化床(35, 36)中的颗粒弗鲁德数是 0.11-1.15，特别是 0.11-0.52。

5、前述权利要求任一项的方法，其特征在于混合室(7, 19)中的颗粒弗鲁德数是 0.37-3.7，特别是 0.53-1.32。

6、前述权利要求任一项的方法，其特征在于调节各反应器(1, 9)中的固体床层高度，使环形流化床(35, 36)延伸超出供气管(3, 10)的上部开孔端，使固体恒定地导入第一气体或气体混合物，并被气流带入位于供气管(3, 10)的开孔区域上方的混合室(7, 19)。

7、前述权利要求任一项的方法，其特征在于用含金、锌、银、铜、镍和/或铁的硫化物矿石作为原料。

8、前述权利要求任一项的方法，其特征在于通过供气管(3, 10)向至少一个反应器(1, 9)中供应含氧气体，例如氧含量约为 20vol% 的空气，和/或将其供入环形流化床(35, 36)。

9、前述权利要求任一项的方法，其特征在于在环形流化床(35, 36)

和/或混合室(7, 19)中向至少一个反应器(1, 9)供应或从中提取热量。

10、前述权利要求任一项的方法，其特征在于在至少一个反应器(1, 9)的下游提供冷却装置(20, 21)，其中来自反应器(1, 9)的负载固体的气体混合物被冷却到低于 400℃ 的温度，特别是约 380℃。

11、前述权利要求任一项的方法，其特征在于在至少一个反应器(1, 9)的下游提供分离器如旋风分离器(33)，从废气中分离的固体从分离器供给第一和/或第二反应器(1, 9)或者供给另外的冷却装置(26)。

12、权利要求 11 的方法，其特征在于在分离器(23)中与固体分离的废气至少部分作为流化气供给第一和/或第二反应器(1, 9)，特别是在下游气体净化段如热气静电除尘器(31)和/或湿气处理设备(32)中进行处理后进行。

13、权利要求 11 或 12 的方法，其特征在于在分离器(23)中与固体分离的废气至少部分供给装置(33)用于生产硫酸。

14、前述权利要求任一项的方法，其特征在于粗粒固体和/或焙烧残余物从第一和/或第二反应器(1, 9)的环形流化床(35, 36)中尤其以断续方式排出，然后通过另外的冷却装置(26)。

15、一种尤其热处理硫化物矿石的装置，特别是实施权利要求 1-14 任一项的方法的装置，其包括构成流化床反应器的反应器(1)，其特征在于反应器(1)具有供气系统，形成该供气系统，使流经该供气系统的气体将固体从至少部分被供气系统环绕的固定环形流化床(35)带入混合室(7)。

16、权利要求 15 的装置，其特征在于供气系统具有至少一个供气管(3)，该供气管(3)从反应器(1)的下部区域基本垂直向上延伸进入反应器(1)的混合室(7)，且供气管(3)至少部分被其中形成有固定环形流化床(35)的环形室环绕。

17、权利要求 16 的装置，其特征在于在反应器(1)的下游提供第二反应器(9)，该第二反应器(9)具有供气管(10)，该供气管(10)与设置在第一反应器(1)上端的用于负载固体的气体混合物的排放管道(8)相连，形成该供气管(10)，使流经该供气管(10)的气体将固体从至少部分被供

气管(10)环绕的固定环形流化床(36)带入混合室(19)。

18、权利要求 16 或 17 的装置，其特征在于供气管(3, 10)参照反应器(1)的横截面近似中心排列。

19、权利要求 18 的装置，其特征在于在第二反应器(9)下游提供用于分离固体的分离器，特别是旋风分离器(23)，该固体分离器具有通向第一和/或第二反应器(1, 9)的环形流化床(35, 36)的固体管道(24)。

20、权利要求 18 或 19 的装置，其特征在于在第二反应器(9)的下游设置冷却设备，特别是具有冷却管组(20)的废热锅炉(21)。

21、根据权利要求 18-20 任一项的装置，其特征在于在第一和/或第二反应器(1, 9)中提供温度控制元件(15, 16)，特别是具有冷却元件和膜式水冷壁(17, 18)的自然循环锅炉。

22、权利要求 18-21 任一项的装置，其特征在于在第一和/或第二反应器(1, 9)中提供气体分布器(5, 12)，该气体分布器(5, 12)将环形室分成上部流化床区和下部气体分布器室(4, 11)，并且气体分布器室(4, 11)与流化气供应管道(6, 13)相连。

23、权利要求 19-22 任一项的装置，其特征在于第一和/或第二反应器(1, 9)具有通向环形室的供应管道，且该供应管道与设置在第二反应器(9)下游的分离器(23)的废气管道相连。

24、权利要求 19-23 的装置，其特征在于在分离器(23)下游设置除尘设备(31, 32)和/或生产硫酸的装置(33)。

## 用环形流化床热处理硫化物矿石的方法和装置

### 技术领域

本发明涉及热处理具体为硫化物矿石的方法，其中在第一流化床反应器中将细粒固体在 450℃ 至约 1500℃ 的温度下处理，本发明还涉及相应的装置。

### 背景技术

例如由 DE19609286A1 可知对含金的硫化物矿石进行热处理的这类方法和装置。在这种情况下，在焙烧反应器的循环流化床中用含氧气体将矿石流化，金属硫化物转化为金属氧化物，得到含 SO<sub>2</sub> 的废气。

另外还已知，在温度为 500-1100℃ 的固定流化床炉中用供应的空气焙烧硫化物矿石如闪锌矿。在固定流化床炉中焙烧闪锌矿时，每天最多可以处理 1000 公吨闪锌矿。

使用固定流化床时达到的热处理的能量利用需要改善。一个原因是：由于流化程度较低，导致传质和传热都相对缓和。另外，在固定流化床的情况下，细粒从反应器中排出得太快，所以在装置中的停留时间不足以完全反应。在循环流化床中，虽然具有良好的传质和传热条件，但是因为流化程度较高，所以在这种情况下该问题特别明显。因为用于热处理的硫化物矿石如金矿石、闪锌矿或精矿日益细化，例如，粒度小于 45 μm 的比例是 75%，用已知的方法和装置难以达到充分的焙烧效果。

另外，在已知的方法和装置中，反应器中的温度几乎不能调节。这进一步削弱焙烧效果。

### 发明内容

因此，本发明的目的是提供一种热处理硫化物矿石的方法，该方法可以更有效地实施，其特征在于特别好的焙烧效果和良好的传热和传质条件。

根据本发明，用上述方法可以达到该目的，其中第一气体或气体混

合物从下部通过优选中心排列的供气管(中心管)导入反应器的混合室区域,所述中心管至少部分被通过供应流化气流化的固定环形流化床所环绕,其中调节第一气体或气体混合物和用于环形流化床的流化气的气体速度,使中心管中的颗粒弗鲁德(Particle-Froude)数是 1-100,环形流化床中的颗粒弗鲁德数是 0.02-2,混合室中的颗粒弗鲁德数是 0.3-30。

在本发明的方法中,固定流化床的优点如较长的固体停留时间与循环流化床的优点如良好的传质和传热在热处理如焙烧硫化物矿石的过程中能够令人惊奇地组合在一起,同时又避免了这两种系统的缺点。当经过中心管的上部区域时,第一气体或气体混合物将固体从称为环形流化床的环形固定流化床带入混合室,由于固体和第一气体之间很高的速度差,所以形成强烈混合的悬浮体,并在两相之间得到最佳的传质和传热效果。通过相应地调节环形流化床中的床层高度及第一气体或气体混合物和流化气的气体速度,中心管的开孔区域上方的悬浮体的固体负载量可以在很宽范围内变化,使得第一气体在中心管的开孔区域和混合室的上部出口之间的压力损失为 1-100mbar。在混合室中是高固体负载量的悬浮体的情况下,大部分固体从悬浮体中分离后落回环形流化床。通过这种方法还可以用分离的加热颗粒量调节环形流化床中的温度。这种再循环称为内部固体再循环,在这种内部循环中循环的固体物流通常比从外部供给反应器的固体量大得多。这种(较少)量的未沉淀固体与第一气体或气体混合物一起排出混合室。通过选择环形流化床的高度和截面积,使其适用于所需的热处理,可以使固体在反应器中的停留时间在很宽范围内变化。被气流带出反应器的固体量完全或至少部分再循环到反应器,这种再循环有利于向固定流化床供料。如此再循环到环形流化床的固体流与从外部供给反应器的固体流通常是同一个数量级。使用本发明的方法时,一方面具有高的固体负载量,同时还能达到特别好的传质和传热效果。除了良好的能量利用外,本发明方法的另一优点是通过改变第一气体或气体混合物和流化气的流速,可以快速、简易、可靠地调节过程的能量传递和质量传递,使其符合要求。

如果反应器下游提供有第二反应器且其中负载固体的气体混合物从第一反应器导入第二反应器时, 传热可进一步得到强化。优选从下部通过如中心供气管导入混合室, 所述供气管至少部分被通过供应流化气流化的固定环形流化床所环绕。从原则上讲, 一个反应器足以实施本发明的方法。但当一个反应器与构造类似的第二反应器组合形成反应器段时, 可以使固体在装置中的总停留时间大幅增加。

为了保证混合室中特别有效的传热和反应器中充分的停留时间, 优选调节第一气体混合物和用于流化床的流化气的气体速度, 使中心管中的无量纲的颗粒弗鲁德数( $Fr_p$ )是 1.15-20, 特别是 3.95-11.6, 环形流化床中的颗粒弗鲁德数( $Fr_p$ )是 0.11-1.15, 特别是 0.11-0.52, 和/或混合室中的颗粒弗鲁德数( $Fr_p$ )是 0.37-3.7, 特别是 0.53-1.32。颗粒弗鲁德数都用下面的公式定义:

$$Fr_p = \frac{u}{\sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} * d_p * g}}$$

其中:

$u$ =气流的有效速度, m/s

$\rho_f$ =流化气的有效密度, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_s$ =固体颗粒的密度, kg/m<sup>3</sup>

$d_p$ =在反应器操作过程中反应器藏量颗粒(或者形成的颗粒)的平均直径, m

$g$ =重力常数, m/s<sup>2</sup>。

使用该公式时应当注意:  $d_p$ 表示的不是供给反应器的材料的平均直径( $d_{50}$ ), 而是在反应器操作过程中形成的反应器藏量的平均直径, 它与所用材料(一次粒子)的平均直径在两个方向上都有很大的不同。使用平均直径例如为 3-10  $\mu$ m 的非常细微研磨的材料, 在热处理过程中例如会形成平均直径为 20-30  $\mu$ m 的颗粒(二次粒子)。另一方面, 一些材料如矿石在热处理过程中会崩解。

根据本发明, 提出调节反应器或反应器段中的固体床层高度, 使环形流化床延伸超出中心管的上部开孔端几厘米, 从而使固体能够恒定地

导入第一气体或气体混合物，并被气流带入位于中心管的开孔区域上方的混合室。用这种方法可以在中心管的开孔区域上方得到特别高的固体负载量的悬浮体。

所有种类的硫化物矿石，特别是含金、锌、银、镍、铜和/或铁的硫化物矿石都可以用本发明的方法进行有效热处理，该方法特别适用于焙烧金矿石或闪锌矿。反应器内强烈的传质和传热条件及可调节的停留时间使焙烧材料具有特别高的转化率。可以用本领域普通技术人员已知的适用此目的的任何方法生成反应器操作所需的热量。根据本发明的一个优选实施方案，为了焙烧，向反应器中供应含氧气体，例如氧含量约为 20vol% 的气体，将其导入反应器的环形流化床。这种气体可以是空气、富氧空气或其它含氧气体。含氧气体优选以约 25-50℃ 的温度导入反应器。用过量氧气焙烧硫化物矿石形成金属氧化物的过程是放热过程，所以通常不需要再向反应器或反应器段另外提供热量。

在本发明的方法中，如果向环形流化床和/或混合室中的第一和/或第二反应器供应或从中提取热量，则能量利用可以进一步改善。因此，例如在放热反应的情况下，产生的热量可以用在反应器中，例如用于产生蒸汽。

为了将离开反应器的负载固体的气体混合物冷却到低于 400℃、特别是约 380℃ 的适于进一步处理的温度，优选在第二反应器下游提供冷却装置。这种冷却装置还可用于如产生水蒸汽，从而进一步改善整个方法的能量利用。

在反应器段的下游可以提供分离器如旋风分离器等。从废气中分离的固体可以从分离器返回反应器段，例如从一个或多个反应器进入环形流化床，或再经过一个冷却装置。可以用这种方法改变固体在反应器段中的停留时间。另外还可以故意调节一个或多个反应器中的固体床层高度，使其符合要求。在这种情况下，环形流化床中的床层高度还影响环形流化床中建立的温度，因为当床层高度更高时，更多的颗粒夹带进入混合室，并在加热状态下与其分离。通过这种方法可以利用从分离器再循环的固体量改变调节反应器中的温度。



优选在分离器下游提供具有热气静电除尘器和/或湿气处理设备的  
气体净化段，其中在分离器中与固体分离的至少部分废气进一步净化。  
净化后的废气例如可以作为预热流化气返回第一和/或第二反应器的环  
形流化床。在分离器中与固体分离的部分废气还可以供给用于生产硫酸  
的装置。按这种方式，反应器的含  $\text{SO}_2$  废气可用于生产副产品。

粗粒固体和/或焙烧残余物从第一和/或第二反应器的环形流化床  
中排出，通过另一个冷却装置如流化床冷却器。在这种情况下，固体或  
焙烧残余物的排出可以断续发生，从而可以同时调节反应器段中的固体  
量。

本发明的装置特别适用于实施上述方法，其具有构成用于热处理硫  
化物矿石的流化床反应器的反应器，所述反应器具有供气系统，形成该  
供气系统，使流经该供气系统的气体将固体从至少部分环绕供气系统的  
固定环形流化床带入混合室。这种供气系统优选延伸入混合室。但是也  
可以使供气系统在环形流化床表面下方终止。然后，气体例如通过侧向  
开孔导入环形流化床，由于其流速而将固体从环形流化床带入混合室。

根据本发明的优选方面，供气系统具有中心管，所述中心管从反应  
器的下部区域基本垂直向上延伸，中心管至少部分被其中形成有固定环  
形流化床的室环绕。环形流化床不一定是环形，也可以是其它形式的环  
形流化床，这取决于中心管和反应器的几何形状，只要中心管至少部分  
被环形流化床环绕即可。

当然，也可以在反应器中提供大小或截面形状不同或相同的两个或  
多个中心管。但优选地，以反应器的横截面为参照，至少一个中心管近  
似中心排列。

根据本发明的另一个实施方案，中心管在其壳表面上具有开孔，如  
狭槽形式的开孔，使得在反应器操作过程中，固体通过开孔恒定地进入  
中心管，并被第一气体或气体混合物从中心管带入混合室。

为了提高装置的产量或固体停留时间，还可以用连接形成反应器段  
的多个反应器代替单个反应器，特别是两个反应器。在每一种情况下，  
反应器优选具有用于固定环形流化床的环形室和用于形成循环流化床

的混合室，下游反应器的中心管与设置在其上游的反应器的废气出口相连。

根据本发明的一个优选实施方案，在反应器或反应器段下游提供用于分离固体的分离器，特别是旋风分离器。所述分离器可以具有通向第一反应器的环形流化床的固体管道和/或通向可能设置在下游的第二反应器的环形流化床的固体管道。

如果在反应器段下游设置冷却设备，则反应器段排出的负载固体的气体混合物可以在进一步处理到所要求的温度之前被冷却。例如，具有冷却管组的废热锅炉可用作冷却设备，该冷却管组还可以同时用于生产蒸汽。

另外，用温度控制元件可以精确调节第一和/或第二反应器中的处理器所要求的温度。为此目的，反应器可以设置为具有冷却元件和膜式水冷壁的自然循环锅炉。

为了可靠地流化固体和形成固定流化床，在第一反应器和/或其它反应器的环形室中提供气体分布器，该气体分布器将该室分成上部流化床区和下部气体分布器室。所述气体分布器室与流化气供应管道相连。代替气体分布器室。则也可以使用由管子构成的气体分布器。

反应器或反应器段的分离器优选与通向反应器的环形室的供应管道相连，使废气(可能事先进一步清洗)可以用作预热流化气。

一种替代或附加的方案是，在反应器或反应器段的分离器下游设置除尘设备和/或生产硫酸的装置。

在反应器的环形流化床和/或混合室中，可以根据本发明提供使固体和/或流体的流向偏转的设备。例如可以在环形流化床中设置环形堰，其直径在中心管直径和反应器壁的直径之间，使堰的上边缘突出到操作过程中得到的固体高度的上方，而堰的下边缘距气体分布器等有一定的距离。因此，冲出反应器壁附近的混合室的固体在被中心管的气流带回混合室之前必须首先在堰的下边缘处通过该堰。用这种方法可以在环形流化床中强化固体的交换，使固体在环形流化床中能够有更均匀的停留时间。

从下面对实施方案和附图的说明也可以看出本发明的发展、优点和应用本发明的可能性。所有描述的和/或在附图中给出的特征自身或其任意组合都形成本发明的主题，无论它们是否包括在权利要求书中或其反向参考文献中。

#### 附图说明

唯一附图给出本发明的例示性实施方案的方法和装置的流程图。

#### 具体实施方式

在附图所示的特别适合热处理硫化物矿石的方法中，固体通过供应管道 2 加入第一反应器 1。反应器 1 例如是圆筒状反应器，具有与反应器的纵轴基本同轴排列的中心管 3，并且中心管 3 从反应器 1 的底部基本垂直向上延伸。

在反应器 1 底部区域中提供环形气体分布器室 4，该气体分布器室 4 在顶部被具有开孔的气体分布器 5 封闭。供应管道 6 与气体分布器室 4 相通。在形成混合室 7 的反应器 1 垂直方向上的上部区域中排列有排放管道 8，该排放管道 8 通入第二反应器 9。

第二反应器 9 与第一反应器 1 在结构上很相似。从反应器 9 的底部基本垂直向上延伸的是中心管 10，该中心管 10 与第一反应器 1 的排放管道 8 相连，且中心管 10 与反应器 9 的纵轴基本同轴排列。

在反应器 9 底部区域中提供环形气体分布器室 11，该气体分布器室 11 在顶部被具有开孔的气体分布器 12 封闭。供应管道 13 与气体分布器室 11 相通。提供另一个供应管道 14，用于在装置启动期间将固体导入反应器 9。

例如水从中流过的温度控制元件 15 和 16 分别布置在两个反应器的气体分布器 5 和 12 上方。另外，反应器 1 和 9 的壁分别形成膜式水冷壁 17 和 18，它们与图中未给出的例如水从中流过的其它温度控制元件相连。用这种方法使反应器形成所谓的自然循环锅炉。

在形成混合室 19 的第二反应器 9 垂直方向上的上部区域中排列有具有冷却管组 20 的废热锅炉 21。废热锅炉 21 通过管道 22 与形成旋风分离器 23 的分离器相连。固体管道 24 将固体从设置在旋风分离器 23

下游的调节平衡罐 25 返回到反应器 1 或 9 或者供给进一步的冷却设备 26。在这两个反应器的气体分布器 5 和 12 的上方布置有助于粗粒固体和/或焙烧残渣的排放管道 27 和 28, 它们与进一步的冷却设备 26 相连。冷却设备 26 形成为流化床冷却器, 其中的产品物流经过流化空气流化, 并且被冷却元件 29 冷却。

通过旋风分离器 23 与固体分离的废气通过管道 30 供给气体清洗段, 气体清洗段具有热气静电集尘器 31 和湿气清洗器 32。除尘后的废气可以经过装置 33 生产硫酸和/或通过管道 34 作为流化气分别经由管道 6 和 13 进入反应器 1 和 9。在这种情况下, 其它也可能是不同气体的气体可以在清洗后供给流化气。

在操作该装置期间, 固体通过供应管道 2 加入反应器 1, 从而在气体分布器 5 上形成环形围绕在中心管 3 周围的称为环形流化床 35 的层。通过供应管道 6 导入气体分布器室 4 的流化气流经气体分布器 5 后将环形流化床 35 流化, 从而形成固定流化床。调节供给反应器 1 的气体速度, 使环形流化床 35 中的颗粒弗鲁德数约为 0.11-0.52。

通过向环形流化床 35 中供应更多的固体, 使反应器 1 中的固体高度升高到固体能进入中心管 3 的孔中的程度。同时还通过中心管 3 向反应器 1 中导入气体或气体混合物。优选调节供给反应器 1 的气体速度, 使中心管 3 中的颗粒弗鲁德数大约为 3.95-11.6, 混合室 7 中的颗粒弗鲁德数大约为 0.53-1.32。由于这些气体速度很高, 所以流经中心管 3 的气体在经过上部开孔区域时将固体从固定环形流化床 35 带入混合室 7。

因为环形流化床 35 中的固体高度升到高于中心管 3 的上边缘, 所以固体会流过该边缘进入中心管 3, 从而形成强烈混合的悬浮体。中心管 3 的上边缘可以是平直的波纹或锯齿状, 也可以具有侧向开孔。由于喷入气体膨胀和/或撞击在一个反应器壁上, 所以流速下降, 结果, 混合室 7 中夹带的固体快速失去速度, 并且部分回落到环形流化床 35 中。没有沉积的固体量与气流一起通过管道 8 排出反应器 1, 进入反应器 9。从而在固定环形流化床 35 和混合室 7 的反应器区域之间得到固体循环,

以保证良好的传热效果。

在进一步处理之前,通过管道 8 排出的固体用上述针对反应器 1 所述的方法在第二反应器 9 中进行处理,类似地用分离出混合室 19 的固体在反应器 9 中气体分布器 12 上方形成固定流化床 36。另外,热气静电集尘器 31 中分离的灰尘通过再循环管道返回第二反应器 9 的固定环形流化床 36。第二反应器 9 中的颗粒弗鲁德数与第一反应器 1 中的颗粒弗鲁德数大致相当。

反应器 1 和 9 中的固体床层高度不仅用通过管道 2 供应的固体调节,而且首先用从旋风分离器 23 返回到反应器中的固体量调节,还用从反应器中通过管道 27 或 28 抽出的固体量调节。

从旋风分离器 23 中脱除的和/或直接从反应器 1 和 9 中脱除的固体在流化床冷却器 26 中冷却到适于进一步处理的温度。在热气静电集尘器 31 和湿气清洗器 32 中清洗后,在旋风分离器 23 中与固体分离的废气可以部分作为预热流化气供给反应器或者供给硫酸装置 33。

下面参考两个实施例说明本发明,这两个实施例是为了证实本发明的思想,而不是为了限制本发明。

#### 实施例 1(焙烧金矿石)

在对应于附图所示的装置中,以连续操作方式将 1200kg/h 金含量约为 5ppm(即 5g/t)的金矿石供给反应器 1,该金矿石经过研磨、干燥和分级,其最大颗粒组分是 50  $\mu\text{m}$ ,含有:

1.05wt% 有机碳

19.3wt%  $\text{CaCO}_3$

12.44wt%  $\text{Al}_2\text{O}_3$

2.75wt%  $\text{FeS}_2$

64.46wt% 惰性物质(如  $\text{SiO}_2$ )

反应器 1 上部的直径是 800mm。另外,温度为 520℃的 2500Nm<sup>3</sup>/h 空气通过中心管 3 和通过管道 6 作为流化气导入反应器 1。在这种情况下,中心管 3 中的颗粒弗鲁德数是 3.95-6.25,混合室 7 中的颗粒弗鲁德数是 0.84-1.32,环形流化床 35 中的颗粒弗鲁德数是 0.32-0.52。

金矿石在反应器 1 中的停留时间是 5-10 分钟, 反应器中建立的温度是 600-780℃。测量废气中的残余氧含量为 0.5-6.0vol%, 热处理后产品中的有机碳含量低于 0.1%。

### 实施例 2 (焙烧闪锌矿)

在对应于附图所示的装置中, 温度约为 25℃的 42t/h 闪锌矿从容量约为 200m<sup>3</sup>的料仓通过管道 2 供给反应器 1, 然后通过计量装置供入环形流化床 35。同时将温度为 47℃、压力约为 1.2bar 的约 16600Nm<sup>3</sup>/h 空气通过管道 6 导入环形流化床, 该空气含有:

77.1vol% N

20.4vol% O<sub>2</sub>

2.5vol% H<sub>2</sub>O

约 60200Nm<sup>3</sup>/h 空气和另外温度为 150℃的从流化床冷却器 26 排出的 3000Nm<sup>3</sup>/h 废冷却器空气经过中心管 3 进入反应器 1, 使经过中心管 3 的空气总量约为 63200Nm<sup>3</sup>/h。空气的温度为 35℃、压力约为 1.07bar, 且含有:

77.1vol% N

20.4vol% O<sub>2</sub>

2.5vol% H<sub>2</sub>O。

在这种情况下, 中心管 3 中的颗粒弗鲁德数是 4.4-11.6, 混合室 7 中的颗粒弗鲁德数是 0.53-1.15, 环形流化床 35 中的颗粒弗鲁德数是 0.11-0.3。硫化锌和流化气中的游离氧反应形成金属氧化物, 从而使反应器 1 中建立 930℃的温度。同时用冷却元件 15 和膜式水冷壁 17 从反应器 1 中提取约 15.4MW 热量, 用于由冷却水生产饱和蒸汽。从而使反应器 1 出口处的管道 8 区域中的温度降至 800℃。为了避免反应器 1 中富集粗粒材料, 以不连续的操作方式通过管道 27 从环形流化床 35 中抽出温度为 901℃的约 0.16t/h 产品, 作为粗颗粒溢流通过流化床冷却器 26。

压力为 1.049bar 的负载固体的气体混合物包括 110.9t/h 的固体和约 79600Nm<sup>3</sup>/h 的废气, 其中含有:

12.1vol%  $\text{SO}_2$

77.2vol% N

2.5vol%  $\text{O}_2$

8.2vol%  $\text{H}_2\text{O}$ 。

将该气体混合物通过管道 8 加入第二反应器 9 的中心管 10。另外，将温度为  $43^\circ\text{C}$ 、压力约为 1.18bar 的约  $17350\text{Nm}^3/\text{h}$  空气通过管道 13 供入反应器 9 用于流化，该空气含有：

77.1vol% N

20.4vol%  $\text{O}_2$

2.5vol%  $\text{H}_2\text{O}$ 。

在启动操作期间，同时用管道 14 将温度为  $25^\circ\text{C}$  的  $5\text{t/h}$  固体加入反应器 9。负载固体的气体混合物在反应器 9 的混合室 19 中冷却至  $480^\circ\text{C}$ ，用冷却元件 16、膜式水冷壁 18 和废热锅炉 21 从反应器 9 中提取总量约为 23.6MW 的热量，并用于由冷却水生产饱和蒸汽。在这种情况下，冷却元件 16 用作蒸汽过热器，过热温度是  $400^\circ\text{C}$ 。

通过管道 22 从反应器 9 中脱除温度为  $380^\circ\text{C}$ 、压力为 1.018bar 的约  $96200\text{Nm}^3/\text{h}$  负载固体的气体混合物，其中负载  $213.5\text{t/h}$  的固体，其组成如下：

9.4vol%  $\text{SO}_2$

77.8vol% N

5.5vol%  $\text{O}_2$

7.3vol%  $\text{H}_2\text{O}$ 。

在旋风分离器 23 中，废气与固体的分离程度是使约  $96200\text{Nm}^3/\text{h}$  灰尘含量是  $50\text{g}/\text{Nm}^3$  ( $4.81\text{t/h}$  固体) 的空气通过管道 30 送入热气静电集尘器 31。其中废气经过除尘，使灰尘含量为  $50\text{g}/\text{Nm}^3$ ，然后使废气通过湿气清洗器 32 和下游的硫酸装置 33。

温度为  $380^\circ\text{C}$  的约  $208\text{t/h}$  固体从旋风分离器 23 出来后首先通过作为缓冲容器的调节平衡罐 25，然后按下述方式分流： $76.2\text{t/h}$  进入第一反应器 1 的环形流化床 35，约  $100.9\text{t/h}$  进入第二反应器 9 的环形流化

床 36, 31t/h 进入流化床冷却器 26。

用这种方法可以将分别在两个反应器 1 和 9 中形成的环形流化床 35 和 36 的床层高度调节到约 1m。然后用冷却元件 29 在流化床冷却器 26 中将固体冷却到低于 150℃ 的温度, 脱除约 1.7MW 的热量。结果, 从装置中总共脱除约 40.8MW 的热量, 并转化为压力为 40bar、温度为 400℃ 的 55.2t/h 过热蒸汽。

将流化床冷却器 26 排出的产品与通过热气静电集尘器 31 由旋风分离器 30 的废气分离的约 4.8t/h 的温度约为 380℃ 的固体混合。因此, 装置中排出的产品物流总共约为 36.54t/h, 温度约为 182℃。

以这种方法甚至可以在该装置中焙烧粒度小于 45 μm 的比例是 75% 的闪锌矿或精矿, 用这种方法得到的产品中含有 0.3wt% 的硫化物硫和 1.8wt% 的硫酸盐硫。

下面列出附图标记表示的部件:

1	(第一) 反应器	19	混合室
2	(固体) 供应管道	20	冷却管组
3	中心管 (供气管)	21	废热锅炉
4	气体分布器室	22	管道
5	气体分布器	23	旋风分离器
6	(气体) 供应管道	24	管道
7	混合室	25	调节平衡罐
8	管道	26	流化床冷却器
9	(第二) 反应器	27	管道
10	中心管 (供气管)	28	管道
11	气体分布器室	29	冷却元件
12	气体分布器	30	管道
13	(气体) 供应管道	31	热气静电集尘器
14	(固体) 供应管道	32	湿气清洗器
15	温度控制元件	33	生产硫酸的装置
16	温度控制元件	34	管道



---

17	膜式水冷壁	35	环形流化床
18	膜式水冷壁	36	环形流化床

图 1

